



4620/FA

R E P U B L I Q U E F R A N Ç A I S E



2



# BREVET D'INVENTION

**CERTIFICAT D'UTILITÉ - CERTIFICAT D'ADDITION****COPIE OFFICIELLE**

Le Directeur général de l'Institut national de la propriété industrielle certifie que le document ci-annexé est la copie certifiée conforme d'une demande de titre de propriété industrielle déposée à l'Institut.

Fait à Paris, le

**23 JAN. 2001**

Pour le Directeur général de l'Institut  
national de la propriété industrielle  
Le Chef du Département des brevets

**Martine PLANCHE**

**INSTITUT  
NATIONAL DE  
LA PROPRIÉTÉ  
INDUSTRIELLE**

**SIEGE**  
26 bis, rue de Saint Petersburg  
75800 PARIS cedex 08  
Téléphone : 01 53 04 53 04  
Télécopie : 01 42 93 59 30  
<http://www.inpi.fr>

**THIS PAGE BLANK (USPTO)**

<p>REMISE DES PIÈCES DATE <u>11/2/2000</u> LIEU <u>99</u> N° D'ENREGISTREMENT NATIONAL ATTRIBUÉ PAR L'INPI <b>0001811</b> DATE DE DÉPÔT ATTRIBUÉE PAR L'INPI <b>11 FEV. 2000</b></p> <p><b>Vos références pour ce dossier</b> (facultatif) PC/CS</p>	<p><b>1 NOM ET ADRESSE DU DEMANDEUR OU DU MANDATAIRE</b> À QUI LA CORRESPONDANCE DOIT ÊTRE ADRESSÉE</p> <p>INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE Département Brevets 1 et 4 avenue de Bois Préau 92852 RUEIL MALMAISON CEDEX</p>
<p><b>Confirmation d'un dépôt par télécopie</b> <input type="checkbox"/> N° attribué par l'INPI à la télécopie</p>	
<p><b>2 NATURE DE LA DEMANDE</b></p> <p>Demande de brevet <input checked="" type="checkbox"/></p> <p>Demande de certificat d'utilité <input type="checkbox"/></p> <p>Demande divisionnaire <input type="checkbox"/></p> <p style="margin-left: 40px;"><i>Demande de brevet initiale</i> N° _____ Date ____/____/____</p> <p style="margin-left: 40px;"><i>ou demande de certificat d'utilité initiale</i> N° _____ Date ____/____/____</p> <p>Transformation d'une demande de brevet européen <i>Demande de brevet initiale</i> <input type="checkbox"/> N° _____ Date ____/____/____</p>	<p><b>Cochez l'une des 4 cases suivantes</b></p>
<p><b>3 TITRE DE L'INVENTION (200 caractères ou espaces maximum)</b></p> <p>PROCÉDÉ ET INSTALLATION UTILISANT PLUSIEURS LITS CATALYTIQUES EN SÉRIE POUR LA PRODUCTION DE GAZOLES À FAIBLE TENUEUR EN SOUFRE</p>	
<p><b>4 DÉCLARATION DE PRIORITÉ</b> <b>OU REQUÊTE DU BÉNÉFICE DE</b> <b>LA DATE DE DÉPÔT D'UNE</b> <b>DEMANDE ANTÉRIEURE FRANÇAISE</b></p>	<p>Pays ou organisation _____ N° _____ Date ____/____/____</p> <p>Pays ou organisation _____ N° _____ Date ____/____/____</p> <p>Pays ou organisation _____ N° _____ Date ____/____/____</p> <p><input type="checkbox"/> S'il y a d'autres priorités, cochez la case et utilisez l'imprimé «Suite»</p>
<p><b>5 DEMANDEUR</b></p> <p>Nom ou dénomination sociale</p> <p>Prénoms</p> <p>Forme juridique</p> <p>N° SIREN</p> <p>Code APE-NAF</p> <p>Adresse Rue Code postal et ville</p> <p>Pays</p> <p>Nationalité</p> <p>N° de téléphone (facultatif)</p> <p>N° de télécopie (facultatif)</p> <p>Adresse électronique (facultatif)</p>	<p><input type="checkbox"/> S'il y a d'autres demandeurs, cochez la case et utilisez l'imprimé «Suite»</p> <p>INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE</p> <p>Organisme Professionnel</p> <p>1 et 4 avenue de Bois Préau</p> <p>92852 RUEIL MALMAISON CEDEX</p> <p>FRANCE</p> <p>FRANCAISE</p> <p>01 47 52 62 84</p> <p>01 47 52 70 03</p>



REMISE DES PIÈCES DATE <u>11/2/2000</u> LIEU <u>99</u> N° D'ENREGISTREMENT NATIONAL ATTRIBUÉ PAR L'INPI <b>0001811</b>		Réservé à l'INPI	
<b>Vos références pour ce dossier :</b> <i>(facultatif)</i>		PC/CS	
<b>6 MANDATAIRE</b>			
Nom		ANDREEFF	
Prénom		FRANCOIS	
Cabinet ou Société		INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE	
N ° de pouvoir permanent et/ou de lien contractuel			
Adresse	Rue	1 et 4 avenue de Bois Préau	
	Code postal et ville	92852 RUEIL MALMAISON CEDEX	
N° de téléphone <i>(facultatif)</i>		01 47 52 62 84	
N° de télécopie <i>(facultatif)</i>		01 47 52 70 03	
Adresse électronique <i>(facultatif)</i>			
<b>7 INVENTEUR (S)</b>			
Les inventeurs sont les demandeurs		<input type="checkbox"/> Oui <input checked="" type="checkbox"/> Non Dans ce cas fournir une désignation d'inventeur(s) séparée	
<b>8 RAPPORT DE RECHERCHE</b>		Uniquement pour une demande de brevet (y compris division et transformation)	
Établissement immédiat ou établissement différé		<input checked="" type="checkbox"/> <input type="checkbox"/>	
Paiement échelonné de la redevance		<b>Paiement en trois versements, uniquement pour les personnes physiques</b> <input type="checkbox"/> Oui <input type="checkbox"/> Non	
<b>9 RÉDUCTION DU TAUX DES REDEVANCES</b>		<b>Uniquement pour les personnes physiques</b> <input type="checkbox"/> Requête pour la première fois pour cette invention <i>(joindre un avis de non-imposition)</i> <input type="checkbox"/> Requête antérieurement à ce dépôt <i>(joindre une copie de la décision d'admission pour cette invention ou indiquer sa référence) :</i>	
Si vous avez utilisé l'imprimé «Suite», indiquez le nombre de pages jointes			
<b>10 SIGNATURE DU DEMANDEUR OU DU MANDATAIRE</b> (Nom et qualité du signataire)  p/o Alfred ELMALEH Jean COADOUR 422-5/PP.303		<b>VISA DE LA PRÉFECTURE OU DE L'INPI</b> 	

DÉPARTEMENT DES BREVETS

26 bis, rue de Saint Pétersbourg  
75800 Paris Cedex 08

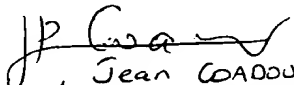
Téléphone : 01 53 04 53 04 Télécopie : 01 42 93 59 30

DÉSIGNATION D'INVENTEUR(S) Page N° 1.../1...

(Si le demandeur n'est pas l'inventeur ou l'unique inventeur)

Cet imprimé est à remplir lisiblement à l'encre noire

DB 113 W / 260899

<b>Vos références pour ce dossier</b> (facultatif)		PC/CS	
<b>N° D'ENREGISTREMENT NATIONAL</b>		000 1811	
<b>TITRE DE L'INVENTION (200 caractères ou espaces maximum)</b> PROCÉDÉ ET INSTALLATION UTILISANT PLUSIEURS LITS CATALYTIQUES EN SÉRIE POUR LA PRODUCTION DE GAZOLES À FAIBLE TENEUR EN SOUFRE			
<b>LE(S) DEMANDEUR(S) :</b> INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE			
<b>DESIGNE(NT) EN TANT QU'INVENTEUR(S) :</b> (Indiquez en haut à droite «Page N° 1/1» S'il y a plus de trois inventeurs, utilisez un formulaire identique et numérotez chaque page en indiquant le nombre total de pages).			
<b>Nom</b>		CHAPUS	
<b>Prénoms</b>		Thierry	
<b>Adresse</b>	<b>Rue</b>	23 rue de Flesselles	
	<b>Code postal et ville</b>	69001 LYON	
<b>Société d'appartenance (facultatif)</b>			
<b>Nom</b>		MOREL	
<b>Prénoms</b>		Frédéric	
<b>Adresse</b>	<b>Rue</b>	16 rue Doulline	
	<b>Code postal et ville</b>	69340 FRANCHEVILLE	
<b>Société d'appartenance (facultatif)</b>			
<b>Nom</b>			
<b>Prénoms</b>			
<b>Adresse</b>	<b>Rue</b>		
	<b>Code postal et ville</b>		
<b>Société d'appartenance (facultatif)</b>			
<b>DATE ET SIGNATURE(S)</b> <b>DU (DES) DEMANDEUR(S)</b> <b>OU DU MANDATAIRE</b> (Nom et qualité du signataire)		 Jean COADOUR p/o Alfred ELMALAH Chef du Département	

**DOCUMENT COMPORTANT DES MODIFICATIONS**

[illegible]

Un changement apporté à la rédaction des revendications d'origine, sauf si celui-ci découle des dispositions de l'article 28 du décret du 19 septembre 1979, est signalé par la mention "R.M." (revendications modifiées).

## Domain technique d l'invention

La présente invention concerne le domaine des carburants pour moteurs à combustion interne. Elle concerne plus particulièrement la fabrication d'un carburant pour moteur à allumage par compression. Dans ce domaine l'invention concerne un procédé de transformation d'une coupe gazole pour produire un carburant à haut indice de cétane, profondément désulfuré. Dans le cadre législatif actuel de la majorité des pays industrialisés le carburant utilisable dans les moteurs doit contenir une quantité de soufre inférieure à environ 500 parties par million en poids (ppm). Dans certain pays il n'y a pas pour l'instant de normes imposant une teneur maximale en aromatiques et en azote. On constate cependant que plusieurs pays ou états, à l'instar de la Suède et de la Californie et en particulier en Suède certaine classe de carburant diesel doivent déjà répondre à des spécifications très sévères. C'est ainsi que dans ce pays le carburant diesel de classe II ne doit pas contenir plus de 50 ppm de soufre et celui de classe I plus de 10 ppm de soufre. Actuellement en Suède le carburant diesel de classe III doit contenir moins de 500 ppm de soufre. Des limites similaires sont également à respecter pour la vente de ce type de carburant en Californie. Les nouvelles normes environnementales concernant la zone de stockage de la raffinerie pour ce type de carburant (cette zone de stockage est appelée par les hommes du métier « pool gazole ») pour 2005 imposent que l'on diminue la teneur en soufre des gazoles jusqu'à 50 ppm, voire 30 ppm. D'autres spécifications pourraient également concerner la teneur en aromatiques, l'indice de cétane, la densité ou le point final de distillation.

## État de l'art antérieur

25

Au sens de la présente description on désigne par le terme gazole, aussi bien les coupes de ce type provenant de la distillation directe (ou straight-run (SR) selon la dénomination anglaise) d'un pétrole brut, que les coupes de ce type issues de différents procédés de conversion et en particulier celles issues du procédé de craquage catalytique.

30

L'hydrodésulfuration constitue le procédé de raffinage essentiel permettant d'amener ces produits aux teneurs en soufre requises.



Il a déjà été proposé des procédés d'hydrodésulfuration de gazoles classiques dits en une étape, car utilisant un seul lit catalytique. Une description sommaire d'un tel procédé peut par exemple être trouvée dans Hydrocarbon Processing, september 1984, page 70 ou dans Ullmann's Encyclopedia of industrial chemistry, Vol. A18 page 65-66. La transformation des hydrocarbures dans la zone réactionnelle se fait alors en présence d'une certaine pression partielle d' $H_2S$ , essentiellement due aux réactions de désulfuration. Or, la présence d' $H_2S$  sur le catalyseur d'hydrotraitement a pour effet de ralentir très significativement les réactions d'hydrodésulfuration. Ces procédés étaient suffisants tant que les teneurs en soufre recherchées dans le produit final n'étaient pas trop basses (jusqu'à 300 – 500 ppm). Pour des niveaux de désulfuration plus poussés, l'effet inhibiteur de l' $H_2S$  devient critique.

C'est pourquoi des schémas de procédés dits en deux étapes, utilisant deux lits catalytiques, ont été proposés. Un dispositif de stripage de l'effluent en sortie du premier lit permet ainsi d'éliminer la plus grande partie de l' $H_2S$ , et le deuxième lit de catalyseur fonctionne ainsi avec une faible pression partielle d' $H_2S$ , avec une meilleure activité désulfurante.

Le brevet US-5,292,428 propose un procédé d'hydrotraitement de charges hydrocarbures incluant les gazoles, comprenant deux ou plusieurs zones catalytiques, avec élimination d' $H_2S$  en sortie de la première zone et ajout d'hydrogène frais dans le deuxième réacteur. L'élimination de l' $H_2S$  ainsi formé est généralement réalisée au moyen d'un dispositif de lavage aux amines. L'activité du catalyseur dans la deuxième zone catalytique est ainsi améliorée du fait de la plus faible pression partielle d' $H_2S$ . Cependant, pour atteindre des niveaux de désulfuration élevés, suffisants pour satisfaire les spécifications en soufre les plus contraignantes (50 ppm voire 30 ppm), il est nécessaire d'adopter dès le début de cycle des conditions opératoires sévères en augmentant la température et la pression opératoire et/ou en adoptant des VVH (volume de charge par volume de catalyseur et par heure) suffisamment faibles. Augmenter la température de début de cycle peut s'avérer néfaste en termes de durée de cycle. La pression opératoire ne peut être augmentée que dans des limites raisonnables pour des raisons d'économie du procédé. Enfin, pour une unité de capacité donnée, opérer à une VVH plus faible signifie l'utilisation d'un plus grand



volume de catalyseur, ce qui implique un coût opératoire supplémentaire. Il a également été décrit par exemple dans la demande de brevet français FR-A-2,757,532 un procédé en deux étapes utilisant dans la deuxième étape un catalyseur contenant un métal noble du groupe VIII, permettant une désulfuration très profonde de coupes

5 gazoles. Cependant ce procédé présente un inconvénient certain du fait de l'utilisation d'un métal noble dans la seconde étape lié d'une part au coût d'un tel catalyseur et d'autre part à sa sensibilité à l'hydrogène sulfuré dont la teneur doit être limitée au maximum à la sortie de la première étape si l'on souhaite obtenir une durée de vie de ce catalyseur de deuxième étape raisonnable.

10

### **Description de l'invention**

De manière surprenante il a été découvert un procédé de production de kérosènes et/ou de gazoles à très faible teneur en soufre, permettant d'améliorer l'efficacité du

15 fonctionnement du catalyseur en jouant d'une part sur la pression partielle d' $H_2S$ , et en optimisant la distribution des temps de séjour (et donc des volumes de catalyseurs) dans les différentes zones catalytiques. Ce procédé permet l'obtention d'une désulfuration profonde avec une consommation d'hydrogène plus faible que dans les procédés selon l'art antérieur, ce qui est un autre avantage très important pour le

20 raffineur toujours à la recherche de procédés faibles consommateurs d'hydrogène, qui est une denrée précieuse au niveau de la raffinerie.

Plus précisément dans le procédé selon l'invention, la coupe hydrocarbure est typiquement un kérosène et/ou un gazole, dont le point initial d'ébullition est compris

25 entre environ 150 et 250 °C, et le point final d'ébullition est compris entre environ 300 et 400 °C. Le procédé selon l'invention utilise deux zones d'hydrodésulfuration contenant chacune au moins un lit de catalyseur d'hydrodésulfuration contenant sur un support au moins un métal non noble du groupe VIII associé à au moins un métal du groupe VIB.

30

Ainsi dans sa forme la plus large de mise en œuvre le procédé d'hydrodésulfuration d'une coupe kérosène et/ou gazole de la présente invention comprend :

- au moins une première étape a) d'hydrodésulfuration profonde dans laquelle on fait passer ladite coupe gazole et de l'hydrogène sur un catalyseur disposé en lit fixe comprenant sur un support minéral au moins un métal ou composé de métal du groupe VIB de la classification périodique des éléments en une quantité exprimée en poids de métal par rapport au poids du catalyseur fini d'environ 0,5 à 40 %, au moins un métal non noble ou composé de métal non noble du groupe VIII de ladite classification périodique en une quantité exprimée en poids de métal par rapport au poids du catalyseur fini d'environ 0,1 à 30 % et
- 5
- 10 b) au moins une deuxième étape b) subséquente dans laquelle on récupère une fraction gazeuse contenant au moins une partie de l'hydrogène sulfuré ( $H_2S$ ) contenu dans l'effluent total de ladite première étape et un effluent appauvri en hydrogène sulfuré,
- 15 c) au moins une troisième étape c) dans laquelle on fait passer au moins une partie de l'effluent appauvri en hydrogène sulfuré issu de l'étape b) et de l'hydrogène sur un catalyseur disposé en lit fixe identique ou différent de celui utilisé dans l'étape a) comprenant sur un support minéral au moins un métal ou composé de métal du groupe VIB de la classification périodique des éléments en une quantité exprimée en poids de
- 20 métal par rapport au poids du catalyseur fini d'environ 0,5 à 40 %, au moins un métal non noble ou composé de métal non noble du groupe VIII de ladite classification périodique en une quantité exprimée en poids de métal par rapport au poids du catalyseur fini d'environ 0,1 à 30 %, ledit procédé étant caractérisé en ce que la quantité de catalyseur utilisé dans la première étape est d'environ 5 % à environ 50 %
- 25 en poids de la quantité totale de catalyseur utilisé dans ledit procédé.

La première étape a) d'hydrodésulfuration profonde est habituellement effectuée dans une zone réactionnelle comprenant au moins un lit fixe de catalyseur. Cette zone peut contenir plusieurs lits de catalyseurs identiques ou différents les uns des autres. De

30 même l'étape c) est habituellement effectuée dans une zone réactionnelle comprenant au moins un lit fixe de catalyseur. Cette zone peut contenir plusieurs lits de catalyseurs identiques ou différents les uns des autres. Les différentes zones catalytiques peuvent

être agencées dans des réacteurs différents. Plusieurs zones catalytiques, à l'exception de la première, peuvent être intégrées dans un seul et même réacteur.

La quantité de catalyseur utilisé dans la première étape (étape a)) est de manière préférée d'environ 10 % à environ 40 % en poids de la quantité totale de catalyseur utilisé dans ledit procédé et de manière plus préférée cette quantité sera d'environ 15 % à environ 30 % en poids de la quantité totale de catalyseur utilisé dans ledit procédé.

- 10 Afin que le ou les lits de catalyseur dans la zone réactionnelle de l'étape c) se maintienne à l'état sulfuré, la concentration en  $H_2S$  en entrée de cette seconde zone catalytique est maintenue à un niveau suffisant, en jouant sur le niveau d'élimination de l'hydrogène sulfuré dans l'étape b). L'étape b) de récupération d'une charge liquide appauvrie en d'hydrogène sulfuré et d'une fraction gazeuse contenant au moins une
- 15 partie de l'hydrogène sulfuré contenu dans l'effluent total de l'étape a) peut être mise en œuvre par tout moyen connu des hommes du métier. A titre illustratif on peut effectuer cette récupération d'une fraction gazeuse contenant au moins une partie de l'hydrogène sulfuré contenu dans l'effluent total de l'étape a) par stripage ou entraînement (également appelé stripping selon la terminologie anglo-saxonne) par au
- 20 moins un gaz contenant de l'hydrogène sous une pression sensiblement identique à celle régnant dans la première étape et à une température d'environ 100 °C à environ 450 °C dans des conditions de formation d'un effluent gazeux de stripage contenant de l'hydrogène et de l'hydrogène sulfuré. Cette récupération peut également être par exemple effectuée par détente (flash) de l'effluent total issu de l'étape a). Selon une
- 25 forme particulière de réalisation de l'invention la fraction gazeuse récupérée dans l'étape b) contenant de l'hydrogène sulfuré est envoyée dans une zone d'élimination au moins partielle de l'hydrogène sulfuré qu'elle contient, à partir de laquelle on récupère de l'hydrogène purifié que l'on recycle à l'entrée de l'étape a) d'hydrodésulfuration profonde. Dans cette zone La purification de l'hydrogène, à partir du mélange gazeux
- 30 contenant de l'hydrogène et de l'hydrogène sulfuré en provenance de la zone d'élimination au moins partielle de l'hydrogène sulfuré, est habituellement effectuée selon l'une ou l'autre des techniques classiques bien connues des hommes du métier et en particulier par un traitement préalable de ce mélange gazeux par une solution



environ 25 MPa et de préférence d'environ 1 MPa à environ 10 MPa. Selon cette réalisation, lorsque la zone d'adsorption comporte deux réacteurs, un réacteur est utilisé pour traiter le gaz tandis que l'autre est en cours de régénération ou de remplacement de la matière qu'il contient permettant le séchage et la désulfuration du mélange gazeux entrant dans ladite zone. A la sortie de ce traitement complémentaire la teneur en hydrogène sulfuré dans le gaz est habituellement inférieure à 1 ppm en poids et souvent de l'ordre de quelques dizaines de ppb en poids.

Les conditions opératoires de l'étape a) comprennent habituellement une température d'environ 240 °C à environ 420 °C, une pression totale d'environ 2 MPa à environ 20 MPa et une vitesse spatiale horaire de charge liquide d'environ 0,1 à environ 5 et celle de l'étape c) comprennent habituellement une température d'environ 240 °C à environ 420 °C, une pression totale d'environ 2 MPa à environ 20 MPa et une vitesse spatiale horaire de charge liquide au plus égale à environ la vitesse spatiale horaire de charge liquide de l'étape a).

Le(s) catalyseur(s) utilisé(s) dans les différentes zones catalytiques sont des catalyseurs d'hydrodésulfuration. Ces catalyseurs peuvent être des catalyseurs classiques tels que ceux décrits dans l'art antérieur et par exemple l'un de ceux décrit par le demandeur dans les demandes de brevets français FR-A-2197966, FR-A-2583813 ou dans le document de brevet EP 297949. On peut également utiliser des catalyseurs commerciaux tels que par exemple ceux vendus par la société PROCATALYSE. Ces catalyseurs comprennent chacun au moins un métal ou un composé de métal du groupe VIB et/ou au moins un métal non noble ou un composé de métal non noble du groupe VIII, sur un support minéral approprié.

Le support du catalyseur est généralement un solide poreux. Ce support est habituellement choisi dans le groupe formé par l'alumine, la silice, les silices-alumines, les zéolites, la magnésie, l'oxyde de titane  $\text{TiO}_2$  et les mélanges d'au moins deux de ces composés minéraux. On utilise très couramment de l'alumine.

Le métal du groupe VIB est habituellement choisi dans le groupe formé par le molybdène et le tungstène, et le métal du groupe VIII est habituellement choisi dans le

groupe formé par le nickel, le cobalt et le fer et le plus souvent dans le groupe formé par le nickel et le cobalt. Des combinaisons telles que NiMo ou CoMo sont typiques. Selon une réalisation préférée le catalyseur utilisé dans l'étape a) et celui utilisé dans l'étape c) comprennent chacun du molybdène ou un composé de molybdène en une

5 quantité exprimée en poids de métal par rapport au poids du catalyseur fini d'environ 2 à 30 % et un métal ou un composé de métal choisi dans le groupe formé par le nickel et le cobalt en une quantité exprimée en poids de métal par rapport au poids du catalyseur fini d'environ 0,5 à 15 %. On utilisera le plus souvent dans l'étape a) et dans l'étape c) un catalyseur comprenant comme métal du groupe VIII du nickel et comme

10 métal du groupe VIB du molybdène.

Selon une réalisation préférée le catalyseur utilisé dans l'étape a) et celui utilisé dans l'étape c) comprennent chacun en outre au moins un élément choisi dans le groupe formé par le silicium, le phosphore et le bore ou un ou plusieurs composés de ce ou

15 ces éléments.

Selon une autre forme de mise en œuvre les catalyseurs employés dans l'étape a) et dans l'étape c) comprennent chacun au moins un halogène. Habituellement la quantité d'halogène est d'environ 0,1 à environ 15 % en poids par rapport au poids du

20 catalyseur fini. L'halogène est souvent choisi dans le groupe formé par le chlore et le fluor et selon une forme particulière les catalyseurs employés contiendront du chlore et du fluor.

La température des différentes zones catalytiques est de préférence comprise entre

25 260 et 400 °C, et plus préférentiellement entre 280 et 390 °C. Les pressions opératoires utilisées sont de préférence comprises entre 2 MPa et 15 MPa et préférentiellement entre 2 MPa et 10 MPa.

La vitesse spatiale horaire globale ou VVH globale (volume de charge par volume de

30 catalyseur et par heure) est comprise entre 0,1 et 10 h<sup>-1</sup>.

Dans le cas où le procédé comprend deux zones catalytiques, la distribution des temps de séjour dans les zones catalytiques est telle que le temps de séjour dans le premier lit catalytique représente au plus 50 % du temps de séjour global.

## 5 Exemples

### Exemple 1 (comparatif)

10 Un gazole, composé pour moitié de gazole de distillation directe, et pour moitié de LCO (gazole de craquage catalytique) est traité selon un procédé en une étape avec un seul lit de catalyseur dans un réacteur. Les caractéristiques de ce gazole sont mentionnées dans le tableau 1.

15 On dispose de 200 cm<sup>3</sup> de catalyseur commercialisé par la société Procatalyse sous la référence HR 448 contenant du nickel et du molybdène à des teneurs comprises dans les fourchettes indiquées aux étapes a) et c) du procédé selon l'invention. Après activation du catalyseur par sulfuration, le réacteur est maintenu sous une pression totale de 50 bar g (1 bar g est égal à 0,1 Mpa) et à une température de 340 °C. La charge de gazole est injectée par le fond du réacteur avec une VVH de 1 h<sup>-1</sup>. Une  
20 quantité d'hydrogène correspondant à un rapport H<sub>2</sub>/Charge de 400 l/l est injectée, le mélange charge et hydrogène traversant le lit catalytique en écoulement ascendant.

Tableau 1

Principales caractéristiques de la charge gazole

Densité 15/4 (g/cm <sup>3</sup> )	0.8984
Soufre (ppm pds)	15900
Distillation ASTM D86	
point 5 %	228 °C
point 50 %	278 °C
point 95 %	359 °C

Dans ces conditions, la teneur en soufre du gazole produit se stabilise à une valeur de 60 ppm, soit un taux de désulfuration de 99,62 %. La consommation d'hydrogène en poids par rapport à la charge est de 1,30 %.

## 5 Exemple 2 (comparatif)

On traite le même gazole en utilisant le même catalyseur dans les mêmes conditions mais avec une injection de la charge par le fond du réacteur avec une VVH de 0,55 h<sup>-1</sup>. Dans ces conditions, la teneur en soufre du gazole produit se stabilise à une valeur de 10 ppm, soit un taux de désulfuration de 99,94 %. La consommation d'hydrogène en poids par rapport à la charge est de 1,70 %. On constate donc en plus de la pénalisation due à la faible VVH employée une forte augmentation de la consommation d'hydrogène par rapport à la mise en œuvre selon l'exemple 1 ce qui est pénalisant du point de vue industriel.

15

## Exemple 3 (comparatif)

On procède maintenant au traitement de la même charge gazole que dans l'exemple 1, selon un procédé en deux étapes avec un seul lit de catalyseur dans deux réacteurs successifs. Un dispositif de stripage entre les deux lits permet d'éliminer l'H<sub>2</sub>S produit sur le premier lit.

On dispose cette fois de deux lits du même catalyseur HR 448, qui sont soumis tous deux aux mêmes conditions de température et de pression (pression totale = 50 bar g, T = 340 °C). L'hydrogène injecté dans les deux lits catalytiques est tel que le rapport H<sub>2</sub> / Charge est dans les deux cas de 400 l/l.

Le premier lit est constitué de 150 cm<sup>3</sup> de catalyseur HR 448, alors que le second lit est constitué de 50 cm<sup>3</sup> de catalyseur HR 448. Le débit de charge est de 200 cm<sup>3</sup>/h, soit une VVH de 1,33 h<sup>-1</sup> sur le premier lit et de 4 h<sup>-1</sup> sur le second lit. Le temps de séjour est globalement de 1 heure, comme dans l'exemple 1.

30



Le schéma de procédés avec stripage intermédiaire d' $\text{H}_2\text{S}$  entre les deux lits de catalyseur permet dans les conditions opératoires précisées ci-devant d'obtenir un gazole à 30 ppm de soufre, soit un taux de désulfuration de 99,81 %. La consommation d'hydrogène en poids par rapport à la charge est de 1,30 %. En opérant dans ces conditions on constate une consommation d'hydrogène sensiblement identique à celle de l'exemple 1 avec un taux de désulfuration légèrement amélioré par rapport à celui obtenu en opérant selon les conditions précisées dans l'exemple 1.

#### Exemple 4 : Procédé selon l'invention

10

La même charge gazole que dans les exemples précédents est maintenant traitée selon le même procédé que dans l'exemple 3, et dans les mêmes conditions de pression, de température, de débit de charge et de rapport  $\text{H}_2$  / Charge. Le même volume global de catalyseur HR 448 est utilisé ( $200 \text{ cm}^3$ ) mais avec une répartition différente entre les deux lits, qui comprennent maintenant chacun  $100 \text{ cm}^3$ .

15

Dans ces conditions, le temps de séjour global sur l'ensemble des deux lits est de 1 heure, avec un temps de séjour de 0,5 heure sur chacun des lits (VVH de  $2 \text{ h}^{-1}$  sur chacun des lits).

20

Cet agencement particulier des deux lits catalytiques permet d'atteindre une teneur en soufre dans le produit final de 15 ppm, soit un taux de désulfuration de 99,91 %. La consommation d'hydrogène en poids par rapport à la charge est de 1,30 %. Par rapport à l'exemple 3 on constate une nette amélioration du taux de désulfuration sans augmentation de la consommation d'hydrogène

25

#### Exemple 5 : Procédé selon l'invention

Les conditions sont ici identiques à celles de l'exemple 4, à l'exception des volumes de catalyseur qui sont respectivement de  $50 \text{ cm}^3$  pour le premier lit et  $150 \text{ cm}^3$  pour le second lit. Pour un temps de séjour global de 1 heure, le temps de séjour est de 0,25 heure sur le premier lit et de 0,75 heure sur le second lit.

30



Cet agencement particulier des deux lits catalytiques permet d'obtenir un gazole à 7 ppm de soufre, soit un taux de désulfuration de 99,96 %. La consommation d'hydrogène en poids par rapport à la charge est de 1,30 %.

- 5 Ainsi, le procédé selon l'invention est avantageux pour réaliser des traitements de désulfuration de gazoles. Il devient particulièrement avantageux pour atteindre des basses teneurs en soufre dans le gazole, de moins de 30 ppm (exemple 4) ou même moins de 10 ppm (exemple 5). Pour obtenir une spécification donnée en soufre, le procédé selon l'invention autorise des marches à plus forte VVH, et donc une
- 10 économie de catalyseur intéressante pour l'exploitant. Par ailleurs la consommation d'hydrogène reste constante ce qui est particulièrement intéressant pour l'exploitant.



## **REVENDEICATIONS**

1- Procédé d'hydrodésulfuration d'une coupe kérosène et/ou gazole comprenant :

- 5 • au moins une première étape a) d'hydrodésulfuration profonde dans laquelle on fait passer ladite coupe gazole et de l'hydrogène sur un catalyseur disposé en lit fixe comprenant sur un support minéral au moins un métal ou composé de métal du groupe VIB de la classification périodique des éléments en une quantité exprimée en poids de métal par rapport au poids du catalyseur fini d'environ 0,5 à 40 %, au  
10 moins un métal non noble ou composé de métal non noble du groupe VIII de ladite classification périodique en une quantité exprimée en poids de métal par rapport au poids du catalyseur fini d'environ 0,1 à 30 % et
- b) au moins une deuxième étape b) subséquente dans laquelle on récupère une fraction gazeuse contenant au moins une partie de l'hydrogène sulfuré contenu  
15 dans l'effluent total de ladite première étape et un effluent appauvri en hydrogène sulfuré,
- c) au moins une troisième étape c) dans laquelle on fait passer au moins une partie de l'effluent appauvri en hydrogène sulfuré issu de l'étape b) et de l'hydrogène sur un catalyseur disposé en lit fixe identique ou différent de celui utilisé dans l'étape a)  
20 comprenant sur un support minéral au moins un métal ou composé de métal du groupe VIB de la classification périodique des éléments en une quantité exprimée en poids de métal par rapport au poids du catalyseur fini d'environ 0,5 à 40 %, au moins un métal non noble ou composé de métal non noble du groupe VIII de ladite classification périodique en une quantité exprimée en poids de métal par rapport au  
25 poids du catalyseur fini d'environ 0,1 à 30 %, ledit procédé étant caractérisé en ce que la quantité de catalyseur utilisé dans la première étape est d'environ 5 % à environ 50 % en poids de la quantité totale de catalyseur utilisé dans ledit procédé.

2- Procédé selon la revendication 1 dans lequel la quantité de catalyseur utilisé dans la  
30 première étape est d'environ 10 % à environ 40 % de la quantité totale de catalyseur utilisé dans ledit procédé.

- 3- Procédé selon la revendication 1 ou 2 dans lequel dans l'étape b) la récupération d'une fraction gazeuse contenant au moins une partie de l'hydrogène sulfuré contenu dans l'effluent total de l'étape a) est effectuée par stripage par au moins un gaz contenant de l'hydrogène sous une pression sensiblement identique à celle régnant dans la première étape et à une température d'environ 100 °C à environ 450 °C dans des conditions de formation d'un effluent gazeux de stripage contenant de l'hydrogène et de l'hydrogène sulfuré et d'une charge liquide appauvrie en d'hydrogène sulfuré.
- 4- - Procédé selon la revendication 1 ou 2 dans lequel dans l'étape b) la récupération d'une fraction gazeuse contenant au moins une partie de l'hydrogène sulfuré contenu dans l'effluent total de l'étape a) est effectuée par détente de l'effluent total issu de l'étape a).
- 5- Procédé selon l'une des revendications 1 à 4 dans lequel les conditions opératoires de l'étape a) comprennent une température d'environ 240 °C à environ 420 °C, une pression totale d'environ 2 MPa à environ 20 MPa et une vitesse spatiale horaire de charge liquide d'environ 0,1 à environ 5 et celle de l'étape c) une température d'environ 240 °C à environ 420 °C, une pression totale d'environ 2 MPa à environ 20 MPa et une vitesse spatiale horaire de charge liquide au plus égale à environ la vitesse spatiale horaire de charge liquide de l'étape a).
- 6- Procédé selon l'une des revendications 1 à 5 dans lequel le catalyseur utilisé dans l'étape a) et celui utilisé dans l'étape c) comprennent chacun au moins un métal ou un composé de métal du groupe VIB choisi dans le groupe formé par le molybdène et le tungstène et au moins un métal ou un composé de métal du groupe VIII choisi dans le groupe formé par le nickel le cobalt et le fer.
- 7- Procédé selon l'une des revendications 1 à 6 dans lequel le catalyseur utilisé dans l'étape a) et celui utilisé dans l'étape c) comprennent chacun du molybdène ou un composé de molybdène en une quantité exprimée en poids de métal par rapport au poids du catalyseur fini d'environ 2 à 30 % et un métal ou un composé de métal



choisi dans le groupe formé par le nickel et le cobalt en une quantité exprimée en poids de métal par rapport au poids du catalyseur fini d'environ 0,5 à 15 %.

- 5 8- Procédé selon l'une des revendications 1 à 7 dans lequel le catalyseur utilisé dans l'étape a) et celui utilisé dans l'étape c) comprennent chacun comme métal du groupe VIII du nickel et comme métal du groupe VIB du molybdène.
- 10 9- Procédé selon l'une des revendications 1 à 8 dans lequel le catalyseur utilisé dans l'étape a) et celui utilisé dans l'étape c) comprennent chacun en outre au moins un élément choisi dans le groupe formé par le silicium, le phosphore et le bore ou un ou plusieurs composés de ce ou ces éléments.
- 15 10- Procédé selon l'une des revendications 1 à 9 dans lequel le support des catalyseurs employés dans l'étape a) et dans l'étape c) sont choisis indépendamment l'un de l'autre dans le groupe formé par l'alumine, la silice, les silices-alumines, les zéolites, la magnésie, l'oxyde de titane  $TiO_2$  et les mélanges d'au moins deux de ces composés minéraux.
- 20 11- Procédé selon l'une des revendications 1 à 10 dans lequel les catalyseurs employés dans l'étape a) et dans l'étape c) comprennent chacun au moins un halogène.
- 25 12- Procédé selon l'une des revendications 1 à 11 dans lequel les catalyseurs employés dans l'étape a) et dans l'étape c) comprennent chacun une quantité d'halogène d'environ 0,1 à environ 15 % en poids par rapport au poids du catalyseur fini.
- 30 13- Procédé selon l'une des revendications 1 à 12 les catalyseurs employés dans l'étape a) et dans l'étape c) comprennent chacun au moins un halogène choisi dans le groupe formé par le chlore et le fluor.
- 14- Procédé selon l'une des revendications 1 à 13 les catalyseurs employés dans l'étape a) et dans l'étape c) comprennent chacun du chlore et du fluor.

- 15- Procédé selon l'une des revendications 1 à 14 dans lequel la fraction gazeuse récupérée dans l'étape b) contenant de l'hydrogène sulfuré est envoyée dans une zone d'élimination au moins partielle de l'hydrogène sulfuré qu'elle contient, à partir de laquelle on récupère de l'hydrogène purifié que l'on recycle à l'entrée de l'étape a) d'hydrodésulfuration profonde.
- 5



environ 25 MPa et de préférence d'environ 1 MPa à environ 10 MPa. Selon cette réalisation, lorsque la zone d'adsorption comporte deux réacteurs, un réacteur est utilisé pour traiter le gaz tandis que l'autre est en cours de régénération ou de remplacement de la matière qu'il contient permettant le séchage et la désulfuration du mélange gazeux entrant dans ladite zone. A la sortie de ce traitement complémentaire la teneur en hydrogène sulfuré dans le gaz est habituellement inférieure à 1 ppm en poids et souvent de l'ordre de quelques dizaines de ppb en poids.

Les conditions opératoires de l'étape a) comprennent habituellement une température d'environ 240 °C à environ 420 °C, une pression totale d'environ 2 MPa à environ 20 MPa et une vitesse spatiale horaire de charge liquide d'environ 0,1 à environ 5 et celle de l'étape c) comprennent habituellement une température d'environ 240 °C à environ 420 °C, une pression totale d'environ 2 MPa à environ 20 MPa et une vitesse spatiale horaire de charge liquide au plus égale à environ la vitesse spatiale horaire de charge liquide de l'étape a).

Le(s) catalyseur(s) utilisé(s) dans les différentes zones catalytiques sont des catalyseurs d'hydrodésulfuration. Ces catalyseurs peuvent être des catalyseurs classiques tels que ceux décrits dans l'art antérieur et par exemple l'un de ceux décrit par le demandeur dans les demandes de brevets français FR-A-2197966, FR-A-2583813 ou dans le document de brevet EP 297949. On peut également utiliser des catalyseurs commerciaux tels que par exemple ceux vendus par la société PROCATALYSE. Ces catalyseurs comprennent chacun au moins un métal ou un composé de métal du groupe VIB et/ou au moins un métal non noble ou un composé de métal non noble du groupe VIII, sur un support minéral approprié.

Le support du catalyseur est généralement un solide poreux. Ce support est habituellement choisi dans le groupe formé par l'alumine, la silice, les silices-alumines, les zéolites, la magnésie, l'oxyde de titane  $\text{TiO}_2$  et les mélanges d'au moins deux de ces composés minéraux. On utilise très couramment de l'alumine.

Le métal du groupe VIB est habituellement choisi dans le groupe formé par le molybdène et le tungstène, et le métal du groupe VIII est habituellement choisi dans le

groupe formé par le nickel, le cobalt et le fer et le plus souvent dans le groupe formé par le nickel et le cobalt. Des combinaisons telles que NiMo ou CoMo sont typiques. Selon une réalisation préférée le catalyseur utilisé dans l'étape a) et celui utilisé dans l'étape c) comprennent chacun du molybdène ou un composé de molybdène en une  
5 quantité exprimée en poids de métal par rapport au poids du catalyseur fini d'environ 2 à 30 % et un métal ou un composé de métal choisi dans le groupe formé par le nickel et le cobalt en une quantité exprimée en poids de métal par rapport au poids du catalyseur fini d'environ 0,5 à 15 %. On utilisera le plus souvent dans l'étape a) et dans  
10 l'étape c) un catalyseur comprenant comme métal du groupe VIII du nickel et comme métal du groupe VIB du molybdène.

Selon une réalisation préférée le catalyseur utilisé dans l'étape a) et celui utilisé dans l'étape c) comprennent chacun en outre au moins un élément choisi dans le groupe formé par le silicium, le phosphore et le bore ou un ou plusieurs composés de ce ou  
15 ces éléments.

Selon une autre forme de mise en œuvre les catalyseurs employés dans l'étape a) et dans l'étape c) comprennent chacun au moins un halogène. Habituellement la quantité d'halogène est d'environ 0,1 à environ 15 % en poids par rapport au poids du  
20 catalyseur fini. L'halogène est souvent choisi dans le groupe formé par le chlore et le fluor et selon une forme particulière les catalyseurs employés contiendront du chlore et du fluor.

La température des différentes zones catalytiques est de préférence comprise entre  
25 260 et 400 °C, et plus préférentiellement entre 280 et 390 °C. Les pressions opératoires utilisées sont de préférence comprises entre 2 MPa et 15 MPa et préférentiellement entre 2 MPa et 10 MPa.

La vitesse spatiale horaire globale ou VVH globale (volume de charge par volume de  
30 catalyseur et par heure) est comprise entre 0,1 et 10 h<sup>-1</sup>.



Dans le cas où le procédé comprend deux zones catalytiques, la distribution des temps de séjour dans les zones catalytiques est telle que le temps de séjour dans le premier lit catalytique représente au plus 50 % du temps de séjour global.

## 5 Exemples

### Exemple 1 (comparatif)

10 Un gazole, composé pour moitié de gazole de distillation directe, et pour moitié de LCO (gazole de craquage catalytique) est traité selon un procédé en une étape avec un seul lit de catalyseur dans un réacteur. Les caractéristiques de ce gazole sont mentionnées dans le tableau 1.

15 On dispose de 200 cm<sup>3</sup> de catalyseur commercialisé par la société Procatalse sous la référence HR 448 contenant du nickel et du molybdène à des teneurs comprises dans les fourchettes indiquées aux étapes a) et c) du procédé selon l'invention. Après activation du catalyseur par sulfuration, le réacteur est maintenu sous une pression totale de 50 bar g (1 bar g est égal à 0,1 Mpa) et à une température de 340 °C. La charge de gazole est injectée par le fond du réacteur avec une VVH de 1 h<sup>-1</sup>. Une  
20 quantité d'hydrogène correspondant à un rapport H<sub>2</sub>/Charge de 400 l/l est injectée, le mélange charge et hydrogène traversant le lit catalytique en écoulement ascendant.

**Tableau 1**

#### Principales caractéristiques de la charge gazole

Densité 15/4 (g/cm <sup>3</sup> )	0.8984
Soufre (ppm pds)	15900
Distillation ASTM D86	
point 5 %	228 °C
point 50 %	278 °C
point 95 %	359 °C



Dans ces conditions, la teneur en soufre du gazole produit se stabilise à une valeur de 60 ppm, soit un taux de désulfuration de 99,62 %. La consommation d'hydrogène en poids par rapport à la charge est de 1,30 %.

## 5 Exemple 2 (comparatif)

On traite le même gazole en utilisant le même catalyseur dans les mêmes conditions mais avec une injection de la charge par le fond du réacteur avec une VVH de 0,55 h<sup>-1</sup>. Dans ces conditions, la teneur en soufre du gazole produit se stabilise à une valeur de 10 ppm, soit un taux de désulfuration de 99,94 %. La consommation d'hydrogène en poids par rapport à la charge est de 1,70 %. On constate donc en plus de la pénalisation due à la faible VVH employée une forte augmentation de la consommation d'hydrogène par rapport à la mise en œuvre selon l'exemple 1 ce qui est pénalisant du point de vue industriel.

15

## Exemple 3 (comparatif)

On procède maintenant au traitement de la même charge gazole que dans l'exemple 1, selon un procédé en deux étapes avec un seul lit de catalyseur dans deux réacteurs successifs. Un dispositif de stripage entre les deux lits permet d'éliminer l'H<sub>2</sub>S produit sur le premier lit.

On dispose cette fois de deux lits du même catalyseur HR 448, qui sont soumis tous deux aux mêmes conditions de température et de pression (pression totale = 50 bar g, T = 340 °C). L'hydrogène injecté dans les deux lits catalytiques est tel que le rapport H<sub>2</sub> / Charge est dans les deux cas de 400 l/l.

Le premier lit est constitué de 150 cm<sup>3</sup> de catalyseur HR 448, alors que le second lit est constitué de 50 cm<sup>3</sup> de catalyseur HR 448. Le débit de charge est de 200 cm<sup>3</sup>/h, soit une VVH de 1,33 h<sup>-1</sup> sur le premier lit et de 4 h<sup>-1</sup> sur le second lit. Le temps de séjour est globalement de 1 heure, comme dans l'exemple 1.



Le schéma de procédés avec stripage intermédiaire d' $H_2S$  entre les deux lits de catalyseur permet dans les conditions opératoires précisées ci-devant d'obtenir un gazole à 30 ppm de soufre, soit un taux de désulfuration de 99,81 %. La consommation d'hydrogène en poids par rapport à la charge est de 1,30 %. En opérant dans ces conditions on constate une consommation d'hydrogène sensiblement identique à celle de l'exemple 1 avec un taux de désulfuration légèrement amélioré par rapport à celui obtenu en opérant selon les conditions précisées dans l'exemple 1.

#### Exemple 4 : Procédé selon l'invention

10

La même charge gazole que dans les exemples précédents est maintenant traitée selon le même procédé que dans l'exemple 3, et dans les mêmes conditions de pression, de température, de débit de charge et de rapport  $H_2$  / Charge. Le même volume global de catalyseur HR 448 est utilisé ( $200\text{ cm}^3$ ) mais avec une répartition différente entre les deux lits, qui comprennent maintenant chacun  $100\text{ cm}^3$ .

15

Dans ces conditions, le temps de séjour global sur l'ensemble des deux lits est de 1 heure, avec un temps de séjour de 0,5 heure sur chacun des lits (VVH de  $2\text{ h}^{-1}$  sur chacun des lits).

20

Cet agencement particulier des deux lits catalytiques permet d'atteindre une teneur en soufre dans le produit final de 15 ppm, soit un taux de désulfuration de 99,91 %. La consommation d'hydrogène en poids par rapport à la charge est de 1,30 %. Par rapport à l'exemple 3 on constate une nette amélioration du taux de désulfuration sans augmentation de la consommation d'hydrogène

25

#### Exemple 5 : Procédé selon l'invention

30

Les conditions sont ici identiques à celles de l'exemple 4, à l'exception des volumes de catalyseur qui sont respectivement de  $50\text{ cm}^3$  pour le premier lit et  $150\text{ cm}^3$  pour le second lit. Pour un temps de séjour global de 1 heure, le temps de séjour est de 0,25 heure sur le premier lit et de 0,75 heure sur le second lit.

Cet agencement particulier des deux lits catalytiques permet d'obtenir un gazole à 7 ppm de soufre, soit un taux de désulfuration de 99,96 %. La consommation d'hydrogène en poids par rapport à la charge est de 1,30 %.

- 5 Ainsi, le procédé selon l'invention est avantageux pour réaliser des traitements de désulfuration de gazoles. Il devient particulièrement avantageux pour atteindre des basses teneurs en soufre dans le gazole, de moins de 30 ppm (exemple 4) ou même moins de 10 ppm (exemple 5). Pour obtenir une spécification donnée en soufre, le procédé selon l'invention autorise des marches à plus forte VVH, et donc une
- 10 économie de catalyseur intéressante pour l'exploitant. Par ailleurs la consommation d'hydrogène reste constante ce qui est particulièrement intéressant pour l'exploitant.



### REVENDEICATIONS

- 1- Procédé d'hydrodésulfuration d'une coupe kérosène et/ou gazole comprenant :
- 5 • au moins une première étape a) d'hydrodésulfuration profonde dans laquelle on fait passer ladite coupe gazole et de l'hydrogène sur un catalyseur disposé en lit fixe comprenant sur un support minéral au moins un métal ou composé de métal du groupe VIB de la classification périodique des éléments en une quantité exprimée en poids de métal par rapport au poids du catalyseur fini d'environ 0,5 à 40 %, au
- 10 moins un métal non noble ou composé de métal non noble du groupe VIII de ladite classification périodique en une quantité exprimée en poids de métal par rapport au poids du catalyseur fini d'environ 0,1 à 30 % et
- b) au moins une deuxième étape b) subséquente dans laquelle on récupère une fraction gazeuse contenant au moins une partie de l'hydrogène sulfuré contenu
- 15 dans l'effluent total de ladite première étape et un effluent appauvri en hydrogène sulfuré,
- c) au moins une troisième étape c) dans laquelle on fait passer au moins une partie de l'effluent appauvri en hydrogène sulfuré issu de l'étape b) et de l'hydrogène sur un catalyseur disposé en lit fixe identique ou différent de celui utilisé dans l'étape a)
- 20 comprenant sur un support minéral au moins un métal ou composé de métal du groupe VIB de la classification périodique des éléments en une quantité exprimée en poids de métal par rapport au poids du catalyseur fini d'environ 0,5 à 40 %, au moins un métal non noble ou composé de métal non noble du groupe VIII de ladite classification périodique en une quantité exprimée en poids de métal par rapport au
- 25 poids du catalyseur fini d'environ 0,1 à 30 %, ledit procédé étant caractérisé en ce que la quantité de catalyseur utilisé dans la première étape est d'environ 5 % à environ 50 % en poids de la quantité totale de catalyseur utilisé dans ledit procédé.
- 2- Procédé selon la revendication 1 dans lequel la quantité de catalyseur utilisé dans la
- 30 première étape est d'environ 10 % à environ 40 % de la quantité totale de catalyseur utilisé dans ledit procédé.

- 3- Procédé selon la revendication 1 ou 2 dans lequel dans l'étape b) la récupération d'une fraction gazeuse contenant au moins une partie de l'hydrogène sulfuré contenu dans l'effluent total de l'étape a) est effectuée par stripage par au moins un gaz contenant de l'hydrogène sous une pression sensiblement identique à celle régnant dans la première étape et à une température d'environ 100 °C à environ 450 °C dans des conditions de formation d'un effluent gazeux de stripage contenant de l'hydrogène et de l'hydrogène sulfuré et d'une charge liquide appauvrie en d'hydrogène sulfuré.
- 4- - Procédé selon la revendication 1 ou 2 dans lequel dans l'étape b) la récupération d'une fraction gazeuse contenant au moins une partie de l'hydrogène sulfuré contenu dans l'effluent total de l'étape a) est effectuée par détente de l'effluent total issu de l'étape a).
- 5- Procédé selon l'une des revendications 1 à 4 dans lequel les conditions opératoires de l'étape a) comprennent une température d'environ 240 °C à environ 420 °C, une pression totale d'environ 2 MPa à environ 20 MPa et une vitesse spatiale horaire de charge liquide d'environ 0,1 à environ 5 et celle de l'étape c) une température d'environ 240 °C à environ 420 °C, une pression totale d'environ 2 MPa à environ 20 MPa et une vitesse spatiale horaire de charge liquide au plus égale à environ la vitesse spatiale horaire de charge liquide de l'étape a).
- 6- Procédé selon l'une des revendications 1 à 5 dans lequel le catalyseur utilisé dans l'étape a) et celui utilisé dans l'étape c) comprennent chacun au moins un métal ou un composé de métal du groupe VIB choisi dans le groupe formé par le molybdène et le tungstène et au moins un métal ou un composé de métal du groupe VIII choisi dans le groupe formé par le nickel le cobalt et le fer.
- 7- Procédé selon l'une des revendications 1 à 6 dans lequel le catalyseur utilisé dans l'étape a) et celui utilisé dans l'étape c) comprennent chacun du molybdène ou un composé de molybdène en une quantité exprimée en poids de métal par rapport au poids du catalyseur fini d'environ 2 à 30 % et un métal ou un composé de métal

choisi dans le groupe formé par le nickel et le cobalt en une quantité exprimée en poids de métal par rapport au poids du catalyseur fini d'environ 0,5 à 15 %.

- 5 8- Procédé selon l'une des revendications 1 à 7 dans lequel le catalyseur utilisé dans l'étape a) et celui utilisé dans l'étape c) comprennent chacun comme métal du groupe VIII du nickel et comme métal du groupe VIB du molybdène.
- 10 9- Procédé selon l'une des revendications 1 à 8 dans lequel le catalyseur utilisé dans l'étape a) et celui utilisé dans l'étape c) comprennent chacun en outre au moins un élément choisi dans le groupe formé par le silicium, le phosphore et le bore ou un ou plusieurs composés de ce ou ces éléments.
- 15 10- Procédé selon l'une des revendications 1 à 9 dans lequel le support des catalyseurs employés dans l'étape a) et dans l'étape c) sont choisis indépendamment l'un de l'autre dans le groupe formé par l'alumine, la silice, les silices-alumines, les zéolites, la magnésie, l'oxyde de titane  $\text{TiO}_2$  et les mélanges d'au moins deux de ces composés minéraux.
- 20 11- Procédé selon l'une des revendications 1 à 10 dans lequel les catalyseurs employés dans l'étape a) et dans l'étape c) comprennent chacun au moins un halogène.
- 25 12- Procédé selon l'une des revendications 1 à 11 dans lequel les catalyseurs employés dans l'étape a) et dans l'étape c) comprennent chacun une quantité d'halogène d'environ 0,1 à environ 15 % en poids par rapport au poids du catalyseur fini.
- 30 13- Procédé selon l'une des revendications 1 à 12 les catalyseurs employés dans l'étape a) et dans l'étape c) comprennent chacun au moins un halogène choisi dans le groupe formé par le chlore et le fluor.
- 14- Procédé selon l'une des revendications 1 à 13 les catalyseurs employés dans l'étape a) et dans l'étape c) comprennent chacun du chlore et du fluor.

- 15- Procédé selon l'une des revendications 1 à 14 dans lequel la fraction gazeuse récupérée dans l'étape b) contenant de l'hydrogène sulfuré est envoyée dans une zone d'élimination au moins partielle de l'hydrogène sulfuré qu'elle contient, à partir de laquelle on récupère de l'hydrogène purifié que l'on recycle à l'entrée de l'étape a) d'hydrodrosulfuration profonde.

**THIS PAGE BLANK (USPTO)**

Applicznts : Thierry CHAPUS et al.

Filed : February 12, 2001

For: PROCESS AND APPARATUS EMPLOYING A  
PLURALITY OF CATALYTIC BEDS, ETC.

MILLEN, WHITE, ZELANO & BRANIGAN, P.C.  
DOCKET NO. PET -1919